



(19) **RU** ⁽¹¹⁾ **2 213 605** ⁽¹³⁾ **C2**
(51) МПК⁷ **B 01 D 3/32, C 10 G 45/02**

РОССИЙСКОЕ АГЕНТСТВО
ПО ПАТЕНТАМ И ТОВАРНЫМ ЗНАКАМ

(12) **ОПИСАНИЕ ИЗОБРЕТЕНИЯ К ПАТЕНТУ РОССИЙСКОЙ ФЕДЕРАЦИИ**

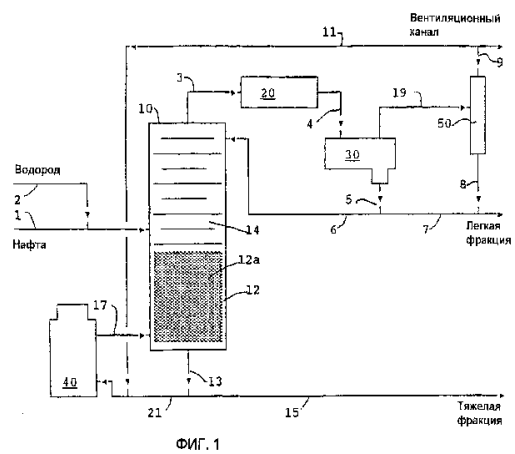
(21), (22) Заявка: 2001109433/04, 10.08.1999
(24) Дата начала действия патента: 10.08.1999
(30) Приоритет: 10.09.1998 US 09/150,573
(46) Дата публикации: 10.10.2003
(56) Ссылки: US 5073236 A, 17.12.1997. US 5431890 A, 11.07.1995. US 4731229 A, 15.03.1988. US 5266546 A, 30.11.1993. US 5730843 A, 24.03.1998. RU 2074233 C1, 27.02.1997.
(85) Дата перевода заявки РСТ на национальную фазу: 10.04.2001
(86) Заявка РСТ: US 99/18148 (10.08.1999)
(87) Публикация РСТ: WO 00/15319 (23.03.2000)
(98) Адрес для переписки: 129010, Москва, ул. Б.Спасская, 25, стр.3, ООО "Юридическая фирма Городисский и Партнеры", пат.пов. Е.В.Томской, рег.№ 106

(71) Заявитель:
КАТАЛИТИК ДИСТИЛЛЕЙШН ТЕКНОЛОДЖИЗ (US)
(72) Изобретатель: ГИЛДЕРТ Гэри Р. (US), ГРОУТЕН Виллиброрд А. (US), ПУТМАН Хью М. (US)
(73) Патентообладатель:
КАТАЛИТИК ДИСТИЛЛЕЙШН ТЕКНОЛОДЖИЗ (US)
(74) Патентный поверенный:
Томская Елена Владимировна

(54) СПОСОБ ГИДРООБЕССЕРИВАНИЯ НАФТЫ В ДИСТИЛЛЯЦИОННОМ КОЛОННОМ РЕАКТОРЕ (ВАРИАНТЫ)

(57)
Использование: нефтехимия. Сущность: проводят гидрообессеривание нефти в дистиляционном колонном реакторе, имеющем выпарную секцию и ректификационную секцию, включающее стадии подачи углеводородного потока с пределами выкипания нефти, содержащего органические серосодержащие соединения, и водород в дистиляционный колонный реактор над выпарной секцией; разделение в дистиляционном колонном реакторе нефти на легкую согласно пределам выкипания нефти и тяжелую согласно пределам выкипания нефти; приведение в контакт тяжелой согласно пределам выкипания нефти с катализатором гидрообессеривания в выпарной секции для избирательного взаимодействия более тяжелых органических серосодержащих соединений с водородом, чтобы образовать H₂S; удаление легкой

согласно пределам выкипания нефти, H₂S и непрореагировавшего водорода из дистиляционного колонного реактора в качестве верхних погонов; удаление более тяжелой согласно пределам выкипания нефти из дистиляционного колонного реактора в качестве осадков. В других вариантах изобретения возможно дополнительное использование однопроходного реактора с неподвижным слоем, содержащего катализатор гидрообессеривания, для взаимодействия части тяжелых органических серосодержащих соединений с водородом, чтобы образовать H₂S. Технический результат: разработка гибкой системы для обработки различных нефт при использовании дистиляционного колонного реактора/разделителя нефти и вспомогательных реакторов. 4 с. и 10 з.п. ф-лы, 2 табл., 11 ил.



ФИГ. 1



RUSSIAN AGENCY
FOR PATENTS AND TRADEMARKS

(19) **RU** ⁽¹¹⁾ **2 213 605** ⁽¹³⁾ **C2**
(51) Int. Cl.⁷ **B 01 D 3/32, C 10 G 45/02**

(12) **ABSTRACT OF INVENTION**

(21), (22) Application: 2001109433/04, 10.08.1999
(24) Effective date for property rights: 10.08.1999
(30) Priority: 10.09.1998 US 09/150,573
(46) Date of publication: 10.10.2003
(85) Commencement of national phase: 10.04.2001
(86) PCT application:
US 99/18148 (10.08.1999)
(87) PCT publication:
WO 00/15319 (23.03.2000)
(98) Mail address:
129010, Moskva, ul. B.Spasskaja, 25, str.3,
ООО "Juridicheskaja firma Gorodisskij i
Partnery", pat.pov. E.V.Tomskoj, reg.№ 106

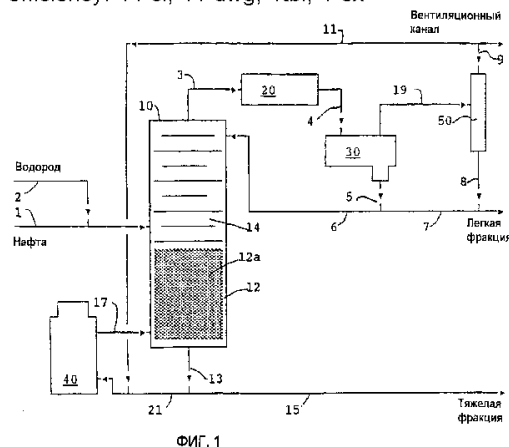
(71) Applicant:
KATALITIK DISTILLEJShN TEKNOLODZhIZ (US)
(72) Inventor: GILDERT Gehri R. (US),
GROUTEN Villibrord A. (US), PUTMAN Kh'ju M.
(US)
(73) Proprietor:
KATALITIK DISTILLEJShN TEKNOLODZhIZ (US)
(74) Representative:
Tomskaja Elena Vladimirovna

(54) **METHOD OF HYDRAULIC DESULFURIZATION OF NAPHTHA IN DISTILLATION COLUMN-TYPE REACTOR (VARIANTS)**

(57) Abstract:

FIELD: petroleum chemistry. SUBSTANCE: hydraulic desulfurization performed in distillation column-type reactor having evaporation section and rectifying section includes the following stages: delivery of hydrocarbon flow at boiling-out limits of naphtha including organic sulfur-containing compounds and hydrogen to distillation column-type reactor above evaporating section; separation of naphtha into light and heavy fractions in distillation column-type reactor; bringing heavy naphtha in contact with catalyst of hydraulic desulfurization in evaporating section for selective interaction of heavier organic sulfur-containing compound with hydrogen so that H_2S is formed; removal of light fraction of naphtha, H_2S and unreacted hydrogen from distillation column-type reactor as overhead products; removal of heavier fraction of naphtha from distillation column-type reactor as sediments. According to other variants, use

may be made of additional single-pass reactor with movable layer containing catalyst of hydraulic desulfurization for interaction of heavier organic sulfur-containing compounds with hydrogen and forming H_2S . EFFECT: enhanced efficiency. 14 cl, 11 dwg, 1tbl, 1 ex



Область техники, к которой относится изобретение

Настоящее изобретение относится к способу одновременной ректификации и гидроочистки потока нефти с полными пределами выкипания. Более конкретно, поток нефти с полными пределами выкипания одновременно гидрообессеривают и разделяют на легкую согласно пределам выкипания нефть и тяжелую согласно пределам выкипания нефть. Нефти с двумя пределами выкипания очищают отдельно в соответствии с количеством серы в каждом погоне и практическим применением каждой фракции.

Родственная информация

Потоки нефтяных дистиллятов содержат разнообразные органические химические компоненты. Обычно потоки характеризуют пределами выкипания, которые отражают состав. Кроме того, на состав оказывает влияние обработка потоков. Например, продукты каталитического крекинга или термического крекинга содержат олефиновые материалы в высокой концентрации, а также насыщенные материалы (алканы) и полиненасыщенные материалы (диолефины). Кроме того, этими компонентами могут быть любые из разнообразных изомеров соединений.

Состав неочищенной нефти, когда она выходит из нефтеперегонного куба, или прямогонной нефти зависит, главным образом, от источника сырья. Нефти из источников нефти парафинового основания имеют больше насыщенных прямых цепей или циклических соединений. Как правило, большинство "не содержащих активных соединений серы" (малосернистых) нефтей и нефть являются парафиновыми. Нефти нафтеновых оснований содержат больше ненасыщенных и циклических и полициклических соединений. Нефти с более высоким содержанием серы приближаются к нафтеновым. Очистка различных прямогонных нефтей может несколько различаться в зависимости от их состава, зависящего от источника сырья.

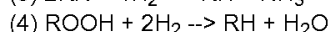
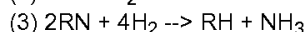
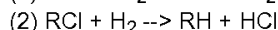
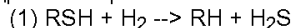
Нефть после риформинга или продукт риформинга обычно не нуждается в дополнительной очистке, за исключением, возможно, дистилляции или экстрагирования растворителем для удаления ценных ароматических продуктов. Нефти после риформинга, по существу, не имеют сернистых примесей вследствие интенсивной очистки до процесса и во время самого процесса.

Крекированная нефть на выходе установки каталитического крекинга имеет относительно высокое октановое число в результате присутствия в ней олефиновых и ароматических соединений. В некоторых случаях на нефтеперерабатывающих заводах эта фракция может составлять вплоть до половины производимого бензина, наряду со значительной долей октана.

Полученная каталитическим крекингом нефть (материал с пределами выкипания бензина) в настоящее время составляет значительную часть ($\approx 1/3$) бензиновых продуктов в США, и она содержит самую большую долю серы. Для согласования с техническими условиями на продукт или с экологическими требованиями может

потребоваться удаление серы обычно путем гидроочистки.

Наиболее распространенным способом удаления серосодержащих соединений является гидрообессеривание, в процессе которого дистиллят нефти пропускают через твердый катализатор в форме частиц, содержащий металл гидрогенизаций с носителем на основе оксида алюминия. Кроме того, в сырье вводят в больших количествах водород. Следующие уравнения иллюстрируют реакции в типичной установке гидрообессеривания:



Типичные рабочие режимы для реакций гидрообессеривания:

Температура, °C: 315,6-415,6

Давление, МПа: 4,137-20,68

Расход возвращаемого H_2 , м^3 на 1 м^3 сырья: 267-534

Восполнение свежим H_2 , м^3 на 1 м^3 сырья: 124,6-178.

После завершения гидроочистки продукт можно разделить на фракции или просто испарить путем внезапного понижения давления, чтобы освободить сероводород и теперь собрать обессеренную нефть.

В дополнение к применению крекированных нефтей в качестве источников высокооктановых компонентов смешения их часто используют в качестве источников олефинов в других процессах, таких, как этерификация. Кроме того, указанные условия гидроочистки нафтовой фракции, проводимой для удаления серы, будут приводить к насыщению некоторых олефиновых соединений во фракции при снижении октанового числа и утрате источника олефинов.

Были сделаны различные предложения, направленные на удаление серы при сохранении наиболее нужных олефинов. Поскольку олефины в крекированной нефти находятся, главным образом, в низкокипящей фракции этих нефтей, а для серосодержащих примесей существует тенденция сосредоточения в высококипящей фракции, наиболее распространенное решение заключается в предварительном разделении на фракции до гидроочистки. В результате предварительного разделения на фракции получают светлую согласно пределам выкипания нефть, которая выкипает в диапазоне температур от C_5 до примерно 121,1°C, и тяжелая согласно пределам выкипания нефть, которая выкипает в диапазоне температур от примерно 121,1 до 246,1°C.

Преобладающими легкими, или низкокипящими, серосодержащими соединениями являются меркаптаны, тогда как более тяжелыми или более высококипящими соединениями являются тиофены и другие гетероциклические соединения. При разделении только на фракции меркаптаны не удаляются. Однако в последнее время меркаптаны удаляют с помощью окислительных процессов, включающих в себя промывку едкой щелочью. В патенте США 5320742 описано

сочетание процессов окислительного удаления меркаптанов с последующим разделением на фракции и гидроочистки более тяжелой фракции. При окислительном удалении меркаптанов осуществляют превращение меркаптанов в соответствующие дисульфиды.

Обычно при необходимости повышения октанового числа в дополнение к очистке более легкой части нефти, чтобы удалить меркаптаны, ее используют в качестве сырья для установки каталитического риформинга. Кроме того, более легкую фракцию можно подвергнуть дополнительному разделению для выделения ценных олефинов C_5 (амиленов), которые пригодны для получения эфиров.

Преимущество настоящего изобретения заключается в том, что серу можно удалять из легкой олефиновой части потока и более тяжелой части потока без существенной потери олефинов. По существу, всю серу в более тяжелой части преобразуют в H_2S при гидрообессеривании и легко отгоняют от углеводородов.

КРАТКОЕ ОПИСАНИЕ ИЗОБРЕТЕНИЯ

Вкратце, в настоящем изобретении использован разделитель нефти в качестве дистилляционного колонного реактора для очистки части или всей нефти с целью удаления органических серосодержащих соединений, содержащихся в ней. Катализатор размещают в дистилляционном колонном реакторе таким образом, чтобы выбранная часть нефти находилась в контакте с катализатором и очищалась. Катализатор можно разместить в ректификационной секции, чтобы очищать только более легкие согласно пределам выкипания компоненты, в выпарной секции, чтобы очищать только более тяжелые согласно пределам выкипания компоненты, или на всем протяжении колонны, чтобы очищать нефть в широких пределах выкипания. Кроме того, для тонкой очистки дистилляционный колонный реактор можно объединить с типовыми однопроходными реакторами с неподвижным слоем или с еще одним дистилляционным колонным реактором.

Использованный в настоящей заявке термин "дистилляционный колонный реактор" означает дистилляционную колонну, которая содержит такой катализатор, что реакция и дистилляция протекают в колонне одновременно. В предпочтительном варианте осуществления катализатор приготавливают в виде дистилляционной структуры и используют в качестве катализатора, так и дистилляционной структуры.

КРАТКОЕ ОПИСАНИЕ ЧЕРТЕЖЕЙ

На чертежах:

фиг. 1 - упрощенная технологическая схема одного варианта осуществления изобретения, имеющего один слой катализатора в дистилляционной колонне/разделителе нефти, который используют для очистки только более тяжелых компонентов;

фиг. 2 - упрощенная технологическая схема разновидности варианта осуществления из фиг.1, имеющей два слоя катализатора в дистилляционной колонне/разделителе нефти, которую используют для очистки нефти с полными

пределами выкипания;

фиг.3 - упрощенная технологическая схема разновидности из фиг.2, имеющей два слоя катализатора в дистилляционной колонне/разделителе нефти, которую используют для очистки нефти с полными пределами выкипания, при этом тяжелую нефть извлекают ниже самого нижнего слоя катализатора;

фиг. 4 - упрощенная технологическая схема разновидности варианта осуществления из фиг.3, имеющей непрерывный слой катализатора в дистилляционной колонне/разделителе нефти, которую используют для очистки нефти с полными пределами выкипания, при этом тяжелую нефть извлекают в месте, находящемся в колонне выше, чем на фиг.3;

фиг. 5 - упрощенная технологическая схема варианта осуществления изобретения, в котором в ректификационной секции дистилляционной колонны/разделителя нефти находится единственный слой катализатора, который используют для очистки только легкой нефти, а тяжелую нефть очищают в обычном реакторе;

фиг. 6 - упрощенная технологическая схема еще одного варианта осуществления изобретения, в котором обычный реактор на переднем конце используют в качестве защитного слоя катализатора для дистилляционной колонны/разделителя нефти, который используют для очистки нефти с полными пределами выкипания;

фиг. 7 - упрощенная технологическая схема варианта осуществления, аналогичного варианту осуществления из фиг.5, в котором дистилляционную колонну/разделитель нефти используют для очистки только легкой нефти, а тяжелую нефть очищают в отдельном дистилляционном колонном реакторе;

фиг. 8 - упрощенная технологическая схема варианта осуществления, аналогичного варианту осуществления из фиг.5, в котором дистилляционную колонну/разделитель нефти используют для очистки только легкой нефти, а тяжелую нефть очищают в обычном реакторе;

фиг. 9 - упрощенная технологическая схема разновидности варианта осуществления из фиг.8, в которой дистилляционную колонну/разделитель используют для очистки только легкой нефти, а тяжелую нефть очищают в отдельном дистилляционном колонном реакторе, имеющем обычный защитный слой катализатора, при этом осадки из отдельного дистилляционного колонного реактора возвращают в оборот через защитный слой катализатора;

фиг.10 - упрощенная технологическая схема альтернативного варианта осуществления изобретения, аналогичного варианту осуществления из фиг.9, в котором дистилляционную колонну/разделитель нефти используют для очистки только легкой нефти, а тяжелую нефть очищают вначале в защитном реакторе со слоем катализатора и затем завершают в отдельном дистилляционном колонном реакторе; и

фиг. 11 - упрощенная технологическая схема еще одного варианта осуществления изобретения, в котором дистилляционную колонну/разделитель нефти используют для

очистки только легкой нефти, а тяжелую нефть очищают в отдельном дистилляционном колонном реакторе, при этом верхние погонны из отдельной дистилляционной колонны дополнительно очищают в типовом однопроходном реакторе.

ПОДРОБНОЕ ОПИСАНИЕ ИЗОБРЕТЕНИЯ

Сырье для процесса включает в себя серосодержащую нефтяную фракцию, которая кипит в пределах выкипания бензина. Сырье этого типа включает в себя легкие нефти, имеющие пределы выкипания от примерно C_5 до $165,5^{\circ}C$, и нефти с полными пределами выкипания, имеющие пределы выкипания от C_5 до $215,6^{\circ}C$. Обычно процесс пригоден для материала, имеющего пределы выкипания нефти, из каталитических продуктов крекинг-установки, поскольку они содержат необходимые олефины и нежелательные серосодержащие соединения. Прямогонные нефти имеют весьма мало олефинового материала и, если сырьевой источник не является "высокосернистым", очень немного серы.

Содержание серы в каталитически крекированных фракциях зависит от содержания серы в сырье для крекинг-установки, а также от пределов выкипания выбранной фракции, использованной в качестве сырья в процессе. Более легкие фракции будут иметь меньшие содержания серы, чем более высококипящие фракции. Начальная фракция нефти содержит наибольшее количество высокооктановых олефинов, но относительно немного серы. Компоненты серы в начальной фракции представляют собой, главным образом, меркаптаны, и типичными из этих компонентов являются: метилмеркаптан (точка кипения $6,1^{\circ}C$), этилмеркаптан (точка кипения $37,2^{\circ}C$), н-пропилмеркаптан (точка кипения $67,8^{\circ}C$), изопропилмеркаптан (точка кипения $57,2-60,0^{\circ}C$), изобутилмеркаптан (точка кипения $87,8^{\circ}C$), трибутилмеркаптан (точка кипения $63,9^{\circ}C$), н-бутилмеркаптан (точка кипения $97,8^{\circ}C$), секбутилмеркаптан (точка кипения $95,0^{\circ}C$), изоамилмеркаптан (точка кипения $121,1^{\circ}C$), н-амилмеркаптан (точка кипения $126,1^{\circ}C$), α -метилбутилмеркаптан (точка кипения $112,2^{\circ}C$), α -этилпропилмеркаптан (точка кипения $145,0^{\circ}C$), н-гексилмеркаптан (точка кипения $151,1^{\circ}C$), 2-меркаптогексан (точка кипения $140,0^{\circ}C$) и 3-меркаптогексан (точка кипения $57,2^{\circ}C$). Типичные серосодержащие соединения, обнаруживаемые в более высококипящей фракции, включают в себя более тяжелые меркаптаны, тиофеновые сульфиды и дисульфиды.

Реакцию органических серосодержащих соединений в очистительном потоке с водородом и катализатором для образования H_2S обычно называют гидрообессериванием. Гидроочистка является более широким термином, который охватывает насыщение олефинов и ароматических соединений и реакцию органических соединений азота для образования аммиака. Однако гидрообессеривание включено в нее, и его иногда называют просто гидроочисткой.

Катализатор, который пригоден для

реакции гидрообессеривания, включает в себя металлы VIII группы, такие, как кобальт, никель, палладий, сами по себе или в сочетании с другими металлами, такими, как молибден или вольфрам, на соответствующем носителе, которым может быть оксид алюминия, диоксид кремния - оксид алюминия, диоксид титана - диоксид циркония и т.п. Обычно металлы используют в виде оксидов металлов, переносимых на удлинённых частицах или сферах и, которые как таковые, как правило, не пригодны для применения в качестве дистилляционных структур.

Катализаторы содержат компоненты из металлов групп V, VIB, VIII Периодической таблицы элементов или их смеси. Использование дистилляционной системы уменьшает деактивацию и обеспечивает более продолжительную работу, чем при использовании катализаторных блоков для гидрогенизации с неподвижным слоем из уровня техники. Металл группы VIII обеспечивает повышенную суммарную среднюю активность. Предпочтительны катализаторы, содержащие металл группы VIB, такой, как молибден, и металл группы VIII, такой, как кобальт или никель. Катализаторы, пригодные для реакции гидрообессеривания, включают в себя кобальтмолибденовые, никельмолибденовые и никельвольфрамовые. Металлы обычно присутствуют в виде оксидов, нанесенных на нейтральную основу, такую, как оксид алюминия, диоксид кремния - оксид алюминия и т.п. При использовании катализатора или ранее проводят осернение металлов, чтобы использовать его, подвергая действию потоков серосодержащих соединений. Кроме того, катализатор может катализировать гидрогенизацию олефинов и полиолефинов, содержащихся в легкой крекированной нефти, и в меньшей степени - изомеризацию некоторых моноолефинов. Гидрогенизация, особенно моноолефинов в более легкой фракции, может быть нежелательной.

Свойства типичного катализатора гидрообессеривания указаны в табл. 1.

Обычно катализатор имеет форму удлинённых частиц диаметром 3,175; 1,588 или 0,79 мм с отношением длины к диаметру от 1,5 до 10. Кроме того, катализатор может иметь форму сфер с теми же самыми диаметрами. Их можно непосредственно загружать в типовые однопроходные реакторы с неподвижным слоем, которые содержат опоры и распределяющие реагенты конструкции. Однако в своем обычном виде они образуют слишком плотную массу и поэтому их необходимо заранее подготавливать в виде каталитической дистилляционной структуры. Каталитическая дистилляционная структура должна быть способна действовать как катализатор и как среда массопередачи. Катализатор необходимо снабдить подходящим носителем и разместить внутри колонны, чтобы он действовал как каталитическая дистилляционная структура. В предпочтительном варианте осуществления катализатор размещен в тканой проволочной сетке, описанной в патенте США 5266546, который включен в настоящее описание посредством ссылки. Более предпочтительно, когда катализатор размещают в некотором

количестве труб из проволоочной сетки, закрытых на обоих концах, и укладывают на лист проволоочной сетки, например каплеотбойной сетки. После этого лист и трубы сворачивают в кипы для загрузки в дистилляционный колонный реактор. Этот вариант осуществления описан в патенте США 5431890, который включен в настоящее описание посредством ссылки. Другие каталитические дистилляционные структуры, пригодные для этой цели, описаны в патентах США 4731229, 5073236, 5431890 и 5730843, которые также включены в настоящее описание посредством ссылок.

Условиями реакции для удаления серы только в типовом однопроходном реакторе с неподвижным слоем являются диапазон температур 260,0-371,1°C при давлениях между 2,758 и 6,895 МПа. Время пребывания материала в установке, представленное в виде среднечасовой скорости подачи жидкости, обычно находится между 1,0 и 10. В зависимости от температуры и давления нефтя в однопроходном реакторе с неподвижным слоем может быть в жидкой фазе или в газообразной фазе, при этом полное давление и расход водорода регулируют до достижения парциальных давлений водорода в диапазоне 0,69-4,83 МПа. В других отношениях принцип однопроходного гидрообессеривания хорошо известен в данной области техники.

Соответствующие требованиям режимы обессеривания нефти в дистилляционном колонном реакторе в значительной степени отличаются от режимов для типового реактора, имеющего слой со струйным течением жидкости, особенно в отношении полного давления и парциального давления водорода. Типичными режимами для реакционной зоны дистилляции являются следующие:

Температура - 232,2-371,1°C

Полное давление - 517,1-2068 кПа

Парциальное давление H_2 - 41,37-517,1 кПа

Часовая объемная скорость нефти - Примерно 1-5

Расход H_2 - 1,78-178 м³ на 1 м³ сырья

Действие дистилляционного колонного реактора приводит к возникновению жидкой и паровой фазы в пределах реакционной зоны дистилляции. Наряду с парообразным углеводородом из нефтяной фракции значительную часть пара составляет водород. Фактическое разделение является предметом дополнительного рассмотрения.

Без ограничения объема изобретения заявитель предположил, что механизмом, который обеспечивает эффективность предложенного процесса, является конденсация части паров в реакционной системе, которая поглощает достаточное количество водорода в конденсированной жидкости для того, чтобы создавался необходимый тесный контакт между водородом и серосодержащими соединениями в присутствии катализатора, приводящий к гидрогенизации их. В частности, частицы серы сосредотачиваются в жидкости, тогда как олефины и H_2S сосредотачиваются в паре, позволяя получить высокую степень превращения серосодержащих соединений при низкой

степени превращения частиц олефинов.

Результат действия процесса в дистилляционном колонном реакторе заключается в том, что можно использовать более низкие парциальные давления водорода (и поэтому более низкие полные давления). Как и при любой дистилляции, существует градиент температуры внутри дистилляционного колонного реактора. Нижний конец колонны содержит более высококипящий материал и поэтому находится при более высокой температуре, чем верхний конец колонны. Более низкокипящая фракция, которая содержит более легко удаляемые серосодержащие соединения, подвергается воздействию более низких температур в верхней части колонны, что обеспечивает большую степень избирательности, то есть меньшую степень гидрокрекинга или насыщения нужных олефиновых соединений. Более высококипящая часть подвергается действию более высоких температур на нижнем конце дистилляционного колонного реактора для разрыва серосодержащих кольцевых соединений и гидрогенизации серы.

Заявитель считает, что данная реакция в дистилляционной колонне приносит пользу, во-первых, потому, что реакция происходит одновременно с дистилляцией, начальные продукты реакции и другие компоненты потока удаляются из зоны реакции настолько быстро, насколько возможно, при этом уменьшается вероятность побочных реакций. Во-вторых, вследствие того, что все компоненты кипят, температура реакции регулируется точкой кипения смеси при заданном давлении в системе. Теплота реакции просто вызывает большее выкипание, но при заданном давлении не повышает температуру. В результате путем регулирования давления в системе можно достичь большой степени контроля скорости реакции и распределения продуктов. Дополнительная выгода, которую можно получить от этой реакции в дистилляционной колонне, заключается в промывочном действии, которое для катализатора создает внутреннее орошение, в результате чего уменьшаются накопления полимеров и закоксовывание.

Наконец, протекающий сверху водород действует как вымывающее вещество, способствуя удалению H_2S , который образуется в дистилляционной реакционной зоне.

На приложенных фигурах показаны различные схемы обработки, обеспечивающие получение конкретных результатов. На фигурах одинаковым элементам даны одни и те же обозначения. Следует учесть, что все перераспределения элементов в различных вариантах осуществления направлены на разделение нафт и уменьшение количества органических серосодержащих соединений.

На фиг. 1 катализатор 12а загружен только в выпарную секцию 12 разделителя 10 нефти, имеющего конфигурацию дистилляционного колонного реактора. Нефть подают в дистилляционный колонный реактор 10 над выпарной секцией по технологической линии 1 и объединяют с водородом из технологической линии 2. Ректификационная секция 14 свободна от катализатора для того,

чтобы предохранить более легкие компоненты от действия гидрообессеривающего катализатора и предотвратить нежелательное насыщение олефинов. Легкая нефть выкипает в ректификационной секции 14 и удаляется вместе с непрореагировавшим водородом и H_2S в качестве верхних погонов по технологической линии 3. Легкая нефть конденсируется в конденсаторе 20 и отделяется от водорода, H_2S и других легких фракций в сборнике/сепараторе 30. Несконденсированные легкие фракции удаляются из сепаратора 30 по технологической линии 19 и отбираются в водоотделитель 50, из которого все жидкости (отобранные или конденсированные позднее) удаляются по технологической линии 8 и объединяются с легким нефтяным продуктом в технологической линии 7. Жидкость из сепаратора удаляется по технологической линии 5, при этом часть возвращается в дистилляционный колонный реактор в качестве флегмы по технологической линии 6. Нефтяной продукт удаляется по технологической линии 7. Тяжелая нефтяная фракция подвергается гидрообессериванию посредством катализатора 12а в выпарной секции и удаляется в виде осадков по технологической линии 13. Часть осадков циркулирует через ребойлер 40 с пламенным подогревателем по технологическим линиям 21 и 17. Тяжелый нефтяной продукт удаляется по технологической линии 15. Большая часть газа из водоотделителя 50 повторно сжимается и возвращается в ребойлер 40 по технологической линии 11. Для предотвращения накопления инертных углеводородов, обычно присутствующих в очистительных потоках водорода, и для удаления некоторого количества H_2S можно предусмотреть вентиляционный канал.

Ниже приведены предпочтительные рабочие режимы и достигнутые результаты для дистилляционного колонного реактора из фиг.1:

Давление - 690-2068 кПа
Расход H_2 - 0,850-28,3 м³/ч
Парциальное давление H_2 - 6,895-413,7 кПа
Часовая объемная скорость жидкости - 0,2-5,0

% Гидрообессеривания - 98

Второй вариант осуществления показан на фиг.2. Этот вариант осуществления отличается от варианта из фиг.1 только включением слоя 14а катализатора в ректификационную секцию 14. Остальное описание соответствует фиг.1. Катализатор в верхнем слое можно выбрать менее активным, чтобы не осуществлять гидрогенизацию моноолефинов, или его можно выбрать таким же, как в нижней части, и использовать для гидрогенизации этих олефинов, если они имеются.

Предпочтительные рабочие режимы и результаты для дистилляционного колонного реактора из фиг.2 следующие:

Давление - 690-2068 кПа
Расход H_2 - 0,850-28,3 м³/ч
Парциальное давление H_2 - 6,895-413,7 кПа

% Гидрообессеривания - 50-97

Количество нефтепродукта на единицу

веса катализатора в час - 0,2-5,0

На фиг.3 показан третий вариант осуществления, который только несколько отличается от варианта, показанного на фиг.2. Зона 16 наибольшего количества осадков выпарной секции оставлена свободной от катализатора, а тяжелый нефтяной продукт извлекается вбок по технологической линии 23. Большая часть осадков рециркулирует через ребойлер 40 и по технологической линии 21. И наоборот, хвостовая фракция, которая является более высококипящей, чем требуемая тяжелая фракция, отбирается в качестве осадков по технологической линии 13 для того, чтобы предотвратить накопление тяжелых остатков в системе.

Преимущество этого процесса заключается в том, что самый высококипящий материал, включающий в себя плохо поддающиеся термической обработке серосодержащие соединения, удаляется в хвостовой фракции.

Обратимся к фиг. 4, на которой показан процесс, аналогичный процессу на фиг. 3. Теперь слой 12а катализатора является непрерывным между выпарной секцией 12 и ректификационной секцией 14. Тяжелая нефть извлекается вбок по технологической линии 23 из места, находящегося несколько ниже ректификационной секции. Как и на фиг.3, хвостовая фракция извлекается в качестве осадков по технологической линии 13 для того, чтобы предотвратить накопление остатков и удалить плохо поддающиеся термической обработке серосодержащие соединения.

На фиг. 5 показан вариант осуществления, пригодный для использования в тех случаях, когда содержание серы в тяжелой фракции такое, что ее необходимо обрабатывать при существенно иных условиях по сравнению с имеющимися в разделяющем устройстве. Слой 14а катализатора размещен в ректификационной секции 14, при этом выпарная секция 12 оставлена свободной. Поддачу осуществляют несколько ниже ректификационной секции 14. Остаточные продукты из ребойлера с подогревателем 40, не возвращенные в колонну, подаются в односторонний реактор 60 с неподвижным слоем, содержащий слой 62 катализатора гидрообессеривания. Вытекающий поток проходит к сепаратору 70 высокого давления, из которого тяжелая нефть извлекается по технологической линии 23. Пар из сепаратора высокого давления возвращается в оборот по технологической линии 25 в выпарную секцию 12.

На фиг. 6 односторонний реактор 60 с неподвижным слоем, содержащий слой 62 катализатора, размещен перед дистилляционным колонным реактором 10. В этом случае дистилляционный колонный реактор 10 работает как реактор тонкой очистки, а реактор 60 с неподвижным слоем может выполнять функцию реактора с защитным слоем. Реактор с защитным слоем легче перезагружать катализатором гидрообессеривания или регенерировать его, чем дистилляционный колонный реактор 10.

На фиг.7 представлен процесс, аналогичный процессу, показанному на фиг. 5, за исключением реактора 60 доочистки для потока осадков тяжелой нефти, который

представляет собой второй дистилляционный колонный реактор 60 с двумя слоями 62 и 64 катализаторов. Осадки тяжелой нефти из первого дистилляционного колонного реактора 10 подают по технологической линии 15 во второй дистилляционный колонный реактор 60 ниже слоя 62 в ректификационной секции и выше слоя 64 в выпарной секции. Водород для второго дистилляционного колонного реактора 60 добавляют по технологической линии 41 к возвращаемому в оборот газовому потоку 29 для того, чтобы образовать объединенный поток в технологической линии 43.

Второй дистилляционный колонный реактор 60 включает в себя все вспомогательное оборудование первого дистилляционного колонного реактора 10 и имеет конденсатор 50, сборник/сепаратор 70, водоотделитель 90 и ребойлер 80. Тяжелая нефть отбирается в виде верхних погонцов по технологической линии 17 к конденсатору и, следовательно, к сборнику/сепаратору 70 по технологической линии 47 и удаляется из сборника/сепаратора по технологической линии 23, а объединяясь с жидкостью из водоотделителя, поступающей по технологической линии 31, втекает в линию продукта 33. Газ из сборника/сепаратора 70 отбирается по технологической линии 49 в водоотделитель 90, из которого любая жидкость удаляется по технологической линии 31 перед повторным сжатием и возвращением в оборот по технологическим линиям 25 и 29. Небольшой вентиляционный канал 27 предусмотрен для предотвращения накопления инертных компонентов в системе. Большая часть осадков объединяется с возвращаемым в оборот водородом в технологической линии 37 и рециркулирует через ребойлер с пламенным подогревателем 80. Продукт хвостовой фракции удаляется по технологическим линиям 35 и 39 для того, чтобы предотвратить накопление тяжелых компонентов в системе. Для двух дистилляционных колонных реакторов из фиг.7 предпочтительны рабочие режимы, представленные в табл.2.

Процесс, показанный на фиг. 8, также аналогичен процессу из фиг.5, за исключением того, что сырье для однопроходного реактора с неподвижным слоем подогревают в выделенном для этого ребойлере с пламенным подогревателем 80. Вытекающий из реактора 60 поток отбирается по технологической линии 33 в конденсатор 50 и, следовательно, в сборник/сепаратор 70, из которого жидкость извлекается по технологической линии 23. Газ из сборника/сепаратора отбирается по технологической линии 35 и дополнительно охлаждается в холодильнике 100 до того, как он проходит в водоотделитель 90. Пар из водоотделителя отбирается по технологической линии 25, и большая часть его возвращается в оборот по технологической линии 29. По потребности водород добавляют к возвращаемому в оборот по технологической линии 41, и объединенный поток подают в пламенный подогреватель по технологической линии 43. Жидкость из водоотделителя отбирается по технологической линии 31 и объединяется с тяжелым нефтяным продуктом в технологической линии 23, а удаляется по

технологической линии 33.

На фиг. 9 показан вариант процесса по фиг.8, при осуществлении которого используют реактор 100 с неподвижным слоем, выполняющий функцию реактора с защитным слоем перед вторым дистилляционным колонным реактором 60, имеющим все необходимое вспомогательное оборудование, включая конденсатор 50 отбираемой сверху фракции, сборник/сепаратор 70 и водоотделитель 90. Ребойлер с пламенным подогревателем 80 для однопроходного реактора 100 с неподвижным слоем функционирует как ребойлер для дистилляционного колонного реактора, при этом отбирается часть осадков из технологической линии 35 и возвращается в оборот по технологической линии 37. Хвостовая фракция отбирается по технологической линии 39 для того, чтобы предотвратить накопление тяжелых компонентов в системе. Тяжелый нефтяной продукт отбирается в качестве верхних погонцов из второй дистилляционной колонны 60 по технологической линии 17, конденсируется в конденсаторе 50 и собирается в сборнике/сепараторе 70. Газ из сборника/сепаратора отбирается по технологической линии 49 в водоотделитель 90 для удаления всех жидкостей, содержащихся в нем. Наибольшее количество газа из водоотделителя по линии 25 возвращается в оборот по технологической линии 29. Небольшая часть выпускается по технологической линии 27 для того, чтобы предотвратить накопление инертных компонентов. Часть тяжелого нефтяного продукта возвращается в качестве флегмы по технологической линии 45. Жидкость отбирается из водоотделителя 90 по технологической линии 31, объединяется с тяжелым нефтяным продуктом в технологической линии 23 и удаляется по технологической линии 33. По потребности осуществляют добавление водорода по технологической линии 41, объединяют его с возвращаемым в оборот в технологической линии 43 и подают в подогреватель 80.

Теперь обратимся к фиг. 10, на которой показан процесс, аналогичный процессу, представленному на фиг.9. Однако в нем отсутствует возврат в оборот всех паров, отводимых сверху колонны. Вторым дистилляционным колонным реактором 60 имеет слой 62 катализатора, расположенный только в выпарной зоне, для обработки только самой тяжелой из тяжелых нефтей.

На фиг.11 показан последний вариант осуществления, который также аналогичен варианту, представленному на фиг.7, за исключением того, что верхние погонцы из второго дистилляционного колонного реактора дополнительно обрабатываются в типовом однопроходном реакторе 100 с неподвижным слоем, содержащем слой 112 катализатора, который теперь выполняет функцию реактора доочистки.

Во многих вариантах осуществления водород возвращается обратно в реакторы. Вентиляционных каналов хватает для поддержания H_2S на уровне, достаточно низком для реакции. Однако при желании возвращаемый газ можно очищать, используя обычные способы для удаления H_2S .

Изобретение предоставляет возможность

получения гибкой системы для обработки различных нафт при использовании дистилляционного колонного реактора/разделителя нафты и вспомогательных реакторов.

Формула изобретения:

1. Способ гидрообессеривания нафты в дистилляционном колонном реакторе, имеющем выпарную секцию и ректификационную секцию, включающий стадии, при осуществлении которых (а) подают углеводородный поток с пределами выкипания нафты, содержащий органические серосодержащие соединения, и водород в дистилляционный колонный реактор над выпарной секцией; (b) одновременно в дистилляционном колонном реакторе (i) разделяют нафту на легкую согласно пределам выкипания нафты и тяжелую согласно пределам выкипания нафты, (ii) приводят в контакт тяжелую согласно пределам выкипания нафты с катализатором гидрообессеривания в выпарной секции для избирательного взаимодействия более тяжелых органических серосодержащих соединений с водородом, чтобы образовать H_2S ; (c) удаляют легкую согласно пределам выкипания нафты, H_2S и непрореагировавший водород из дистилляционного колонного реактора в качестве верхних погон; (d) удаляют более тяжелую согласно пределам выкипания нафты из дистилляционного колонного реактора в качестве осадков.

2. Способ по п. 1, дополнительно включающий стадии, при осуществлении которых (e) охлаждают верхние погоны, чтобы сконденсировать легкую согласно пределам выкипания нафты и отделить ее от водорода и H_2S ; (f) возвращают часть конденсированной легкой согласно пределам выкипания нафты в дистилляционный колонный реактор в качестве флегмы; (g) производят рециркуляцию части осадков через ребойлер; (h) подают непрореагировавший водород из верхних погон в ребойлер для рециркуляции обратно в дистилляционный колонный реактор в месте ниже выпарной секции.

3. Способ по п. 1, дополнительно включающий стадии, при осуществлении которых (b) приводят в контакт легкую согласно пределам выкипания нафты и водород с катализатором гидрообессеривания в ректификационной секции для избирательного взаимодействия более легких органических серосодержащих соединений с водородом, чтобы образовать H_2S ; (i) производят рециркуляцию части осадков через ребойлер; (j) подают непрореагировавший водород из верхних погон в ребойлер для рециркуляции обратно в дистилляционный колонный реактор в месте ниже выпарной секции.

4. Способ по п. 3, дополнительно включающий стадии, при осуществлении которых (g) охлаждают верхние погоны, чтобы сконденсировать легкую согласно пределам выкипания нафты и отделить ее от водорода и H_2S ; (h) возвращают часть конденсированной легкой согласно пределам выкипания нафты в дистилляционную колонну в качестве флегмы.

5. Способ по п.3, в котором нижнюю часть выпарной секции оставляют свободной от катализатора гидрообессеривания, а из выпарной секции отбирают боковой погон в месте чуть ниже катализатора гидрообессеривания, расположенного в выпарной секции.

6. Способ по п.4, в котором нижнюю часть выпарной секции оставляют свободной от катализатора гидрообессеривания, а из дистилляционного колонного реактора отбирают боковой погон в месте чуть ниже ректификационной секции.

7. Способ гидрообессеривания нафты в дистилляционном колонном реакторе, имеющем выпарную секцию и ректификационную секцию, содержащий стадии, при осуществлении которых (а) подают углеводородный поток с пределами выкипания нафты, содержащий органические серосодержащие соединения, и водород в дистилляционный колонный реактор над выпарной секцией; (b) одновременно в дистилляционном колонном реакторе (i) разделяют нафту на легкую согласно пределам выкипания нафты и тяжелую согласно пределам выкипания нафты, (ii) приводят в контакт легкую согласно пределам выкипания нафты и водород с катализатором гидрообессеривания в ректификационной секции для избирательного взаимодействия более легких органических серосодержащих соединений с водородом, чтобы образовать H_2S ; (c) удаляют легкую согласно пределам выкипания нафты, H_2S и непрореагировавший водород из дистилляционного колонного реактора в качестве верхних погон; (d) удаляют более тяжелую согласно пределам выкипания нафты из дистилляционного колонного реактора в качестве осадков; (e) подают непрореагировавший водород из верхних погон в ребойлер для рециркуляции обратно в дистилляционный колонный реактор в месте ниже выпарной секции; (f) подают часть потока, вытекающего из ребойлера, в односторонний реактор с неподвижным слоем, содержащий катализатор гидрообессеривания, для взаимодействия части тяжелых органических серосодержащих соединений с водородом, чтобы образовать H_2S .

8. Способ по п.7, дополнительно включающий стадии, при осуществлении которых (g) охлаждают верхние погоны, чтобы сконденсировать легкую согласно пределам выкипания нафты и отделить ее от водорода и H_2S ; (h) возвращают часть конденсированной легкой согласно пределам выкипания нафты в дистилляционную колонну в качестве флегмы; (i) производят рециркуляцию части осадков через ребойлер.

9. Способ по п.7, в котором поток, вытекающий из одностороннего реактора с неподвижным слоем, разделяют на газообразную часть, содержащую непрореагировавший водород и H_2S , и жидкую часть, содержащую тяжелую согласно пределам выкипания нафты, и возвращают в оборот газообразную часть в дистилляционный колонный реактор ниже выпарной секции.

10. Способ по п.7, дополнительно включающий стадии, при осуществлении которых (f) подают оставшуюся часть осадков

и дополнительный водород в однопроходный реактор с неподвижным слоем, содержащий катализатор гидрообессеривания, для взаимодействия части тяжелых органических серосодержащих соединений с водородом, чтобы образовать H_2S ; (g) охлаждают верхние погоны, чтобы сконденсировать легкую согласно пределам выкипания нефть и отделить ее от водорода и H_2S ; (h) возвращают часть конденсированной легкой согласно пределам выкипания нефти в дистилляционную колонну в качестве флегмы; (i) производят рециркуляцию части осадков через ребойлер.

11. Способ по п.10, дополнительно включающий стадии, при осуществлении которых (j) подают поток, выходящий из однопроходного реактора с неподвижным слоем, во второй дистилляционный колонный реактор; (k) одновременно во втором дистилляционном колонном реакторе (i) приводят в контакт тяжелую согласно пределам выкипания нефть и водород с катализатором гидрообессеривания для дальнейшего взаимодействия дополнительных органических серосодержащих соединений с водородом, чтобы образовать H_2S , и (ii) разделяют тяжелую согласно пределам выкипания нефть на поток тяжелой нефти и хвостовой поток; (l) удаляют поток тяжелой нефти, H_2S и непрореагировавший водород из второго дистилляционного колонного реактора в качестве верхних погон; (m) удаляют хвостовой поток из второго дистилляционного колонного реактора в качестве осадков; (n) охлаждают верхние погоны, чтобы сконденсировать поток тяжелой нефти и отделить ее от водорода и H_2S ; (o) возвращают часть потока конденсированной тяжелой нефти во вторую дистилляционную колонну в качестве флегмы; (p) производят рециркуляцию части более тяжелой согласно пределам выкипания нефти через однопроходный реактор с неподвижным слоем; (q) возвращают в оборот непрореагировавший водород из верхних погон в однопроходный реактор с неподвижным слоем вместе с подачей нефти.

12. Способ по п.10, дополнительно включающий стадии, при осуществлении которых (j) подают поток, выходящий из однопроходного реактора с неподвижным слоем, во второй дистилляционный колонный реактор; (k) одновременно во втором дистилляционном колонном реакторе (i) разделяют тяжелую согласно пределам выкипания нефть на поток тяжелой нефти и хвостовой поток и (ii) приводят в контакт тяжелую согласно пределам выкипания нефть и водород с катализатором гидрообессеривания в ректификационной секции второго дистилляционного колонного реактора для дальнейшего взаимодействия дополнительных органических серосодержащих соединений с водородом, чтобы образовать H_2S ; (l) удаляют поток тяжелой нефти, H_2S и непрореагировавший водород из второго дистилляционного колонного реактора в качестве верхних погон; (m) удаляют хвостовой поток из второго дистилляционного колонного реактора в качестве осадков; (n) охлаждают верхние погоны, чтобы сконденсировать поток

тяжелой нефти и отделить ее от водорода и H_2S ; (o) возвращают часть потока конденсированной тяжелой нефти во второй дистилляционный колонный реактор в качестве флегмы; (p) производят рециркуляцию непрореагировавшего водорода из верхних погон в однопроходный реактор с неподвижным слоем совместно с подачей нефти.

13. Способ гидрообессеривания нефти, при осуществлении которого (a) подают водород и нефть в однопроходный реактор с неподвижным слоем, содержащий катализатор гидрообессеривания, для осуществления посредством этого взаимодействия части органических серосодержащих соединений, содержащихся в ней, с водородом, чтобы образовать H_2S ; (b) подают поток, вытекающий из однопроходного реактора с неподвижным слоем, в дистилляционный колонный реактор; (c) одновременно в дистилляционном колонном реакторе (i) приводят в контакт тяжелую нефть с полными пределами выкипания и водород с катализатором гидрообессеривания для дальнейшего взаимодействия дополнительных органических серосодержащих соединений с водородом, чтобы образовать H_2S , и (ii) разделяют указанную нефть на легкую согласно пределам выкипания нефть и тяжелую согласно пределам выкипания нефть; (d) удаляют легкую согласно пределам выкипания нефть, H_2S и непрореагировавший водород из дистилляционного колонного реактора в качестве верхних погон; (e) удаляют более тяжелую согласно пределам выкипания нефть из дистилляционного колонного реактора в качестве осадков; (f) охлаждают верхние погоны, чтобы сконденсировать легкую согласно пределам выкипания нефть и отделить ее от водорода и H_2S ; (g) возвращают часть конденсированной легкой согласно пределам выкипания нефти в дистилляционную колонну в качестве флегмы; (h) производят рециркуляцию части более тяжелой согласно пределам выкипания нефти через однопроходный реактор с неподвижным слоем; (h) возвращают в оборот непрореагировавший водород из верхних погон в однопроходный реактор с неподвижным слоем совместно с подачей нефти.

14. Способ гидрообессеривания нефти в дистилляционном колонном реакторе, имеющем выпарную секцию и ректификационную секцию, включающий стадии, при осуществлении которых (a) подают углеводородный поток с пределами выкипания нефти, включающий в себя органические серосодержащие соединения и водород в дистилляционный колонный реактор над выпарной секцией; (b) одновременно в дистилляционном колонном реакторе (i) разделяют нефть на легкую согласно пределам выкипания нефть и тяжелую согласно пределам выкипания нефть, (ii) приводят в контакт легкую согласно пределам выкипания нефть и водород с катализатором гидрообессеривания в ректификационной секции для избирательного взаимодействия более легких органических серосодержащих соединений с водородом, чтобы

образовать H_2S ; (с) удаляют легкую согласно пределам выкипания нафту, H_2S и непрореагировавший водород из дистиляционного колонного реактора в качестве верхних погонов; (d) удаляют более тяжелую согласно пределам выкипания нафту из дистиляционного колонного реактора в качестве осадков; (е) охлаждают верхние погоны, чтобы сконденсировать легкую согласно пределам выкипания нафту и отделить ее от водорода и H_2S ; (f) возвращают часть конденсированной легкой согласно пределам выкипания нафты в дистиляционный колонный реактор в качестве флегмы; (g) производят рециркуляцию части более тяжелой согласно пределам выкипания нафты через ребойлер; (h) возвращают в оборот непрореагировавший водород из указанных верхних погонов в дистиляционный колонный реактор совместно с подачей

нафты; (i) подают оставшуюся часть более тяжелой согласно пределам выкипания нафты и дополнительный водород во второй дистиляционный колонный реактор; (j) одновременно в указанном втором дистиляционном колонном реакторе (i) разделяют более тяжелую согласно пределам выкипания нафту на поток тяжелой нафты и хвостовой поток и (ii) приводят в контакт тяжелую согласно пределам выкипания нафту и водород с катализатором гидрообессеривания для взаимодействия более тяжелых органических серосодержащих соединений с водородом, чтобы образовать H_2S ; (k) удаляют поток тяжелой нафты, H_2S и непрореагировавший водород из дистиляционного колонного реактора в качестве верхних погонов; (l) удаляют указанный хвостовой поток из второго дистиляционного колонного реактора в качестве осадков.

20

25

30

35

40

45

50

55

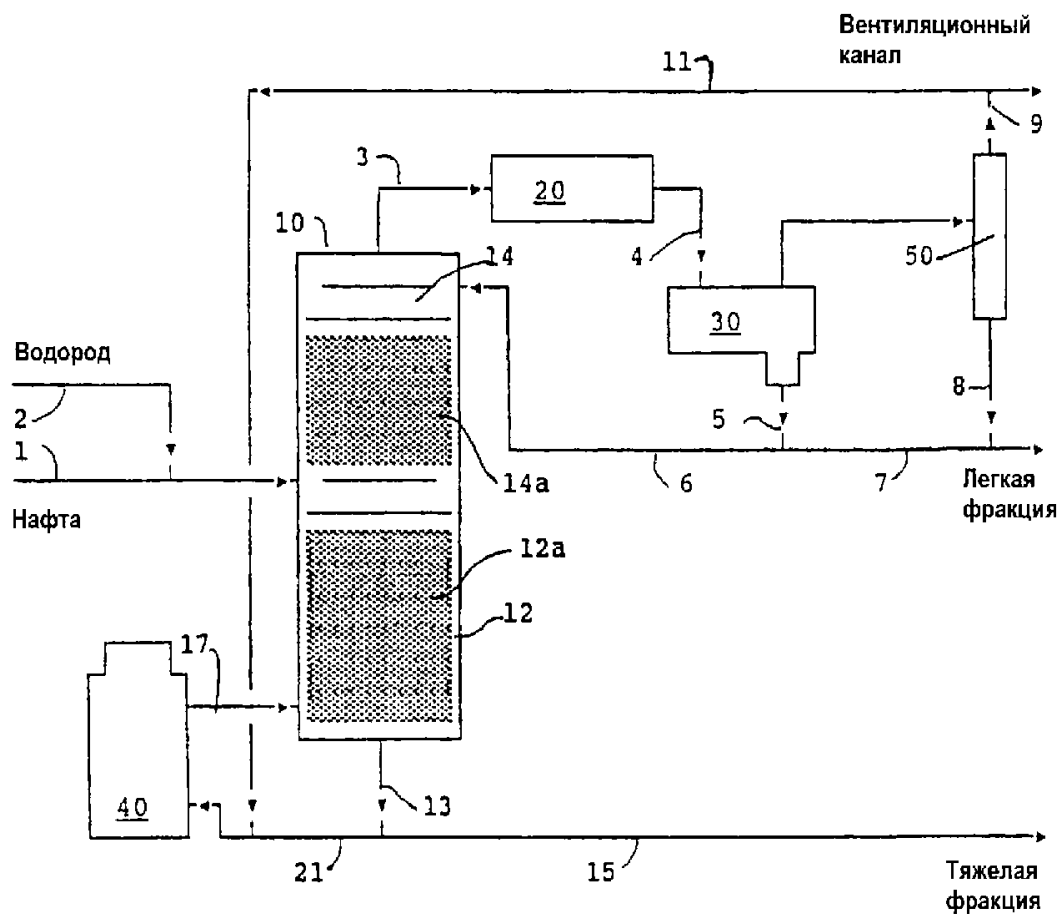
60

ТАБЛИЦА I

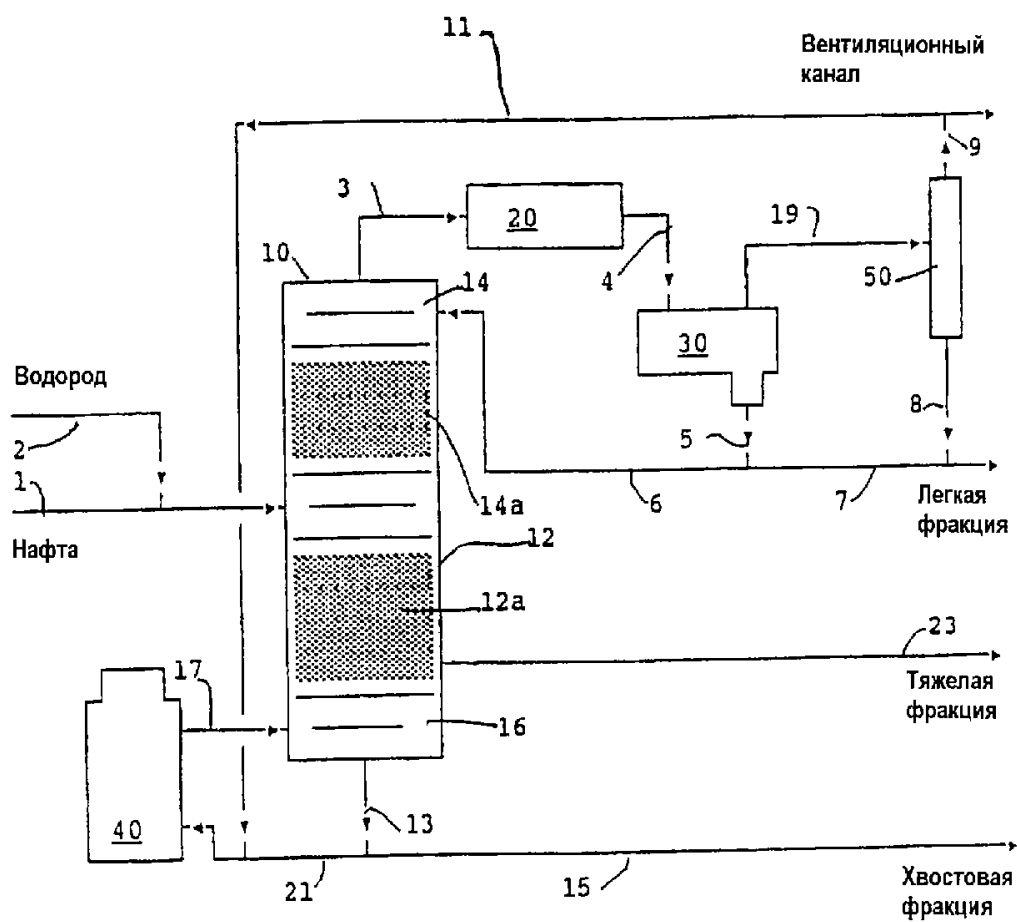
Изготовитель	Criterion Catalyst Co.
Обозначение	C-448
Форма	Трехлепестковая удлиненная частица
Номинальный размер	Диаметр 1,2 мм
Металл, % по массе	
Кобальт	2-5%
Молибден	5-20%
Носитель	Оксид алюминия

Таблица 2

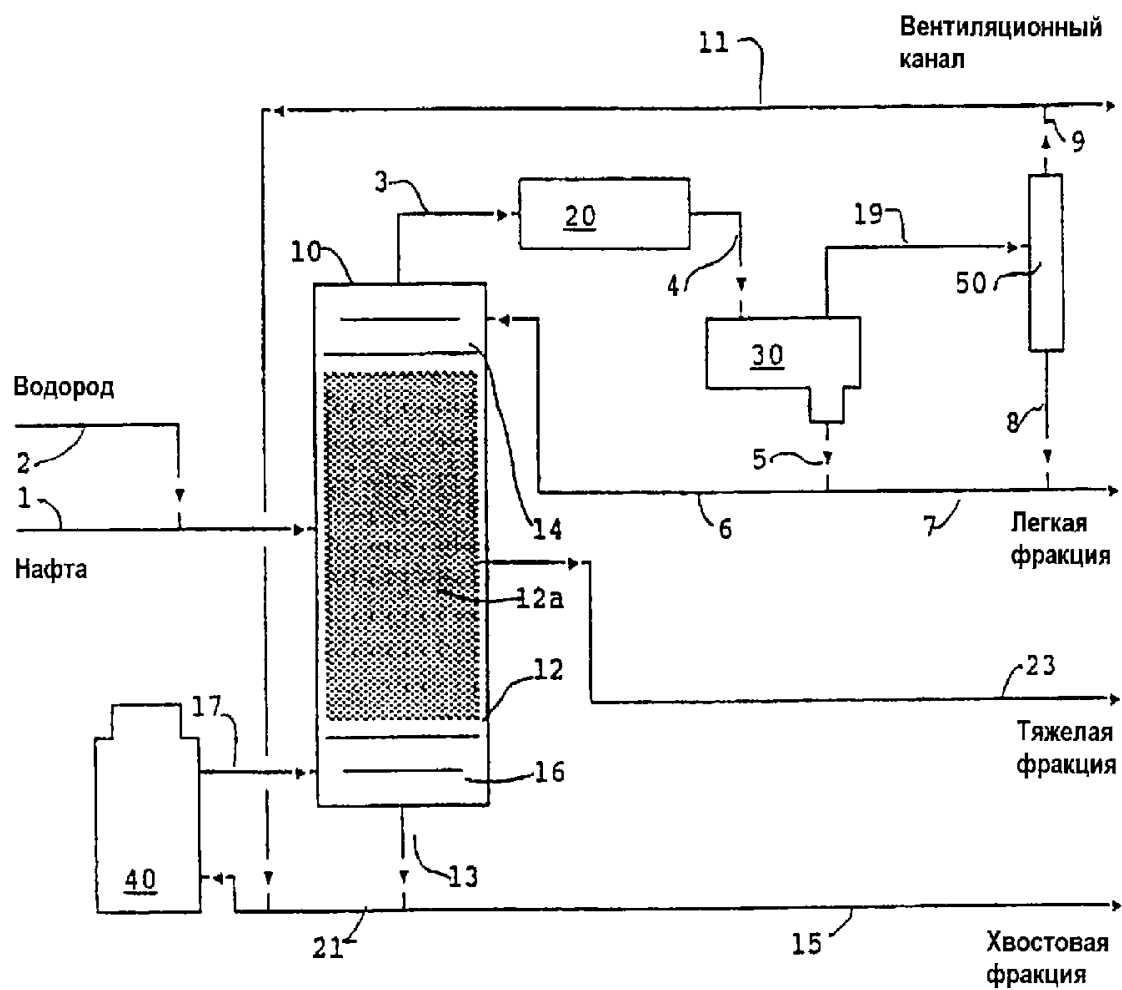
	Колонна 1 (10)	Колонна 2 (60)
Давление	172,4-861,8 кПа	690-20680 кПа
Расход H ₂	5,34-53,4 м ³	5,34-178 м ³
	на 1 м ³ сырья	на 1 м ³ сырья
Парциальное		
давление H ₂	3,45-68,95 кПа	6,895-413,7 кПа
% гидрообессеривания	85-96 (ОН)	50-98
Количество продукта		
на единицу веса		
катализатора в час	0,2-5,0	0,2-5,0



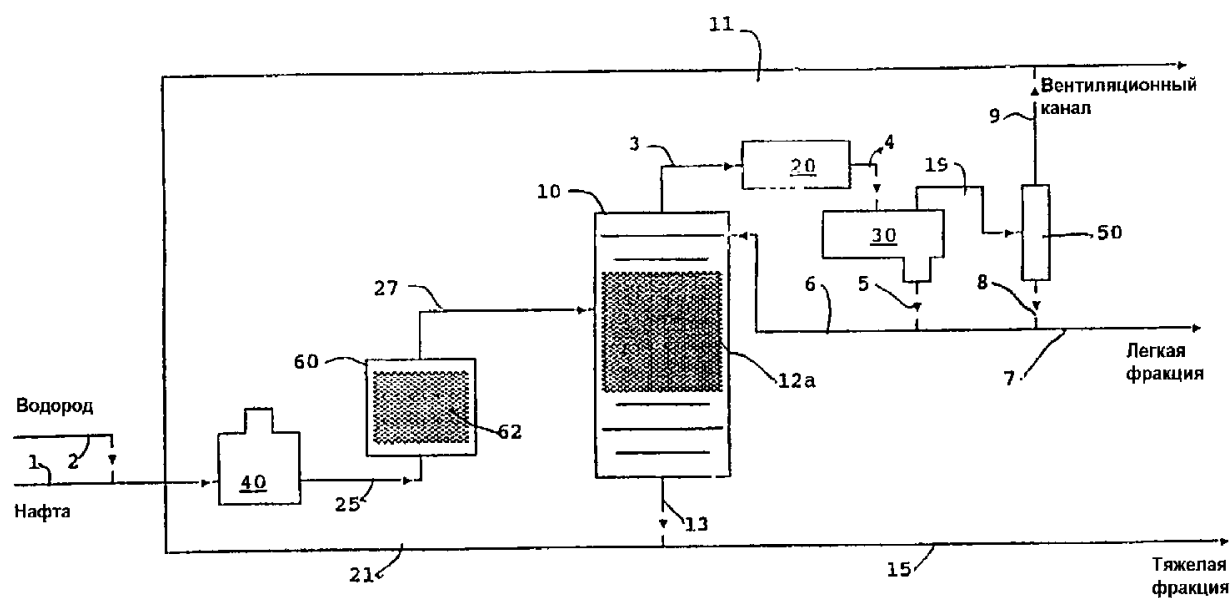
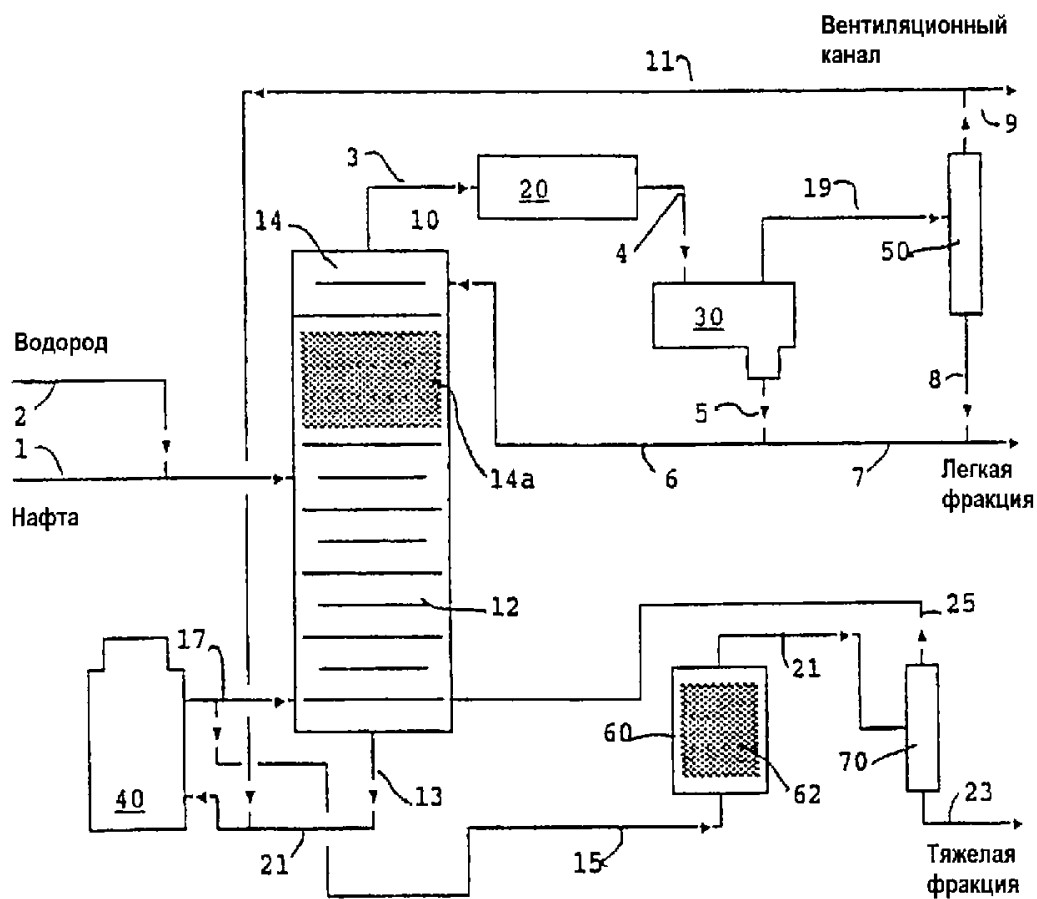
ФИГ. 2

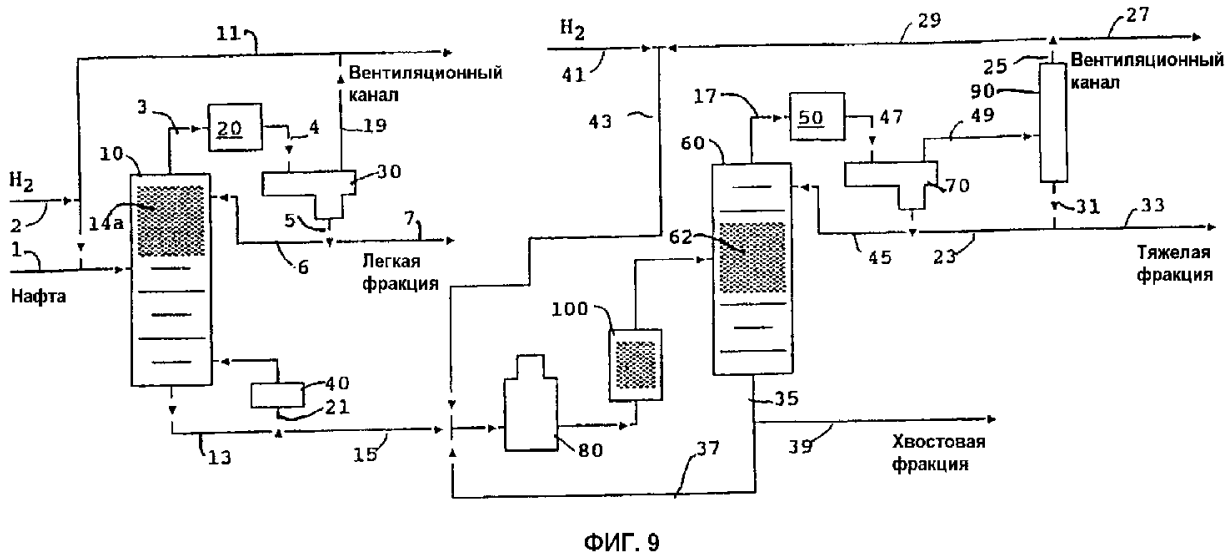
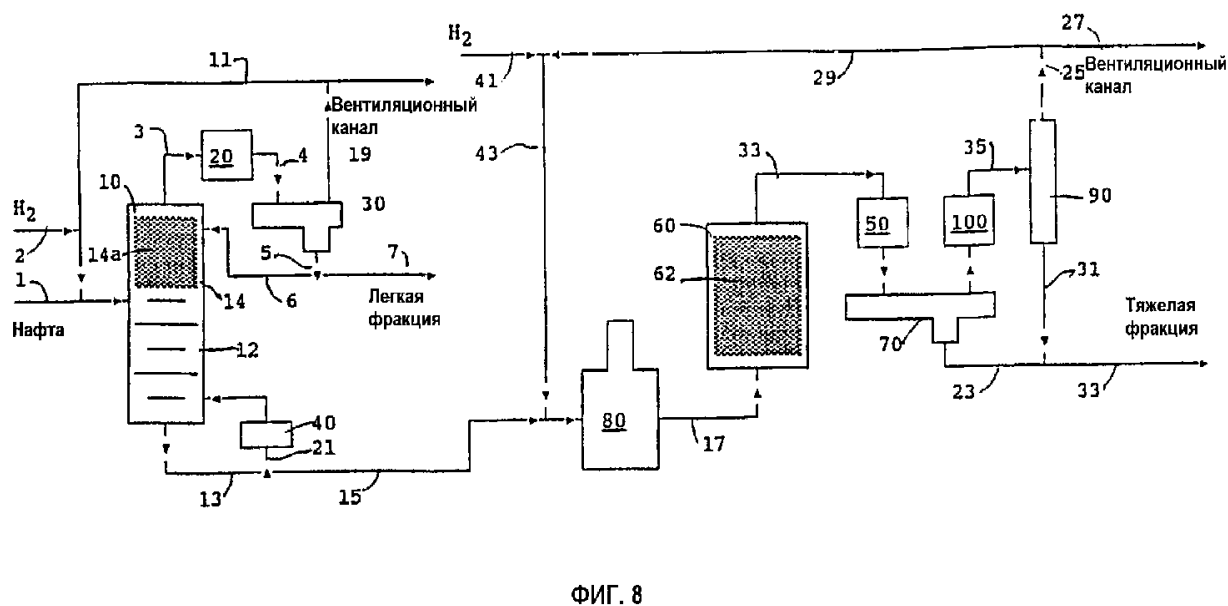
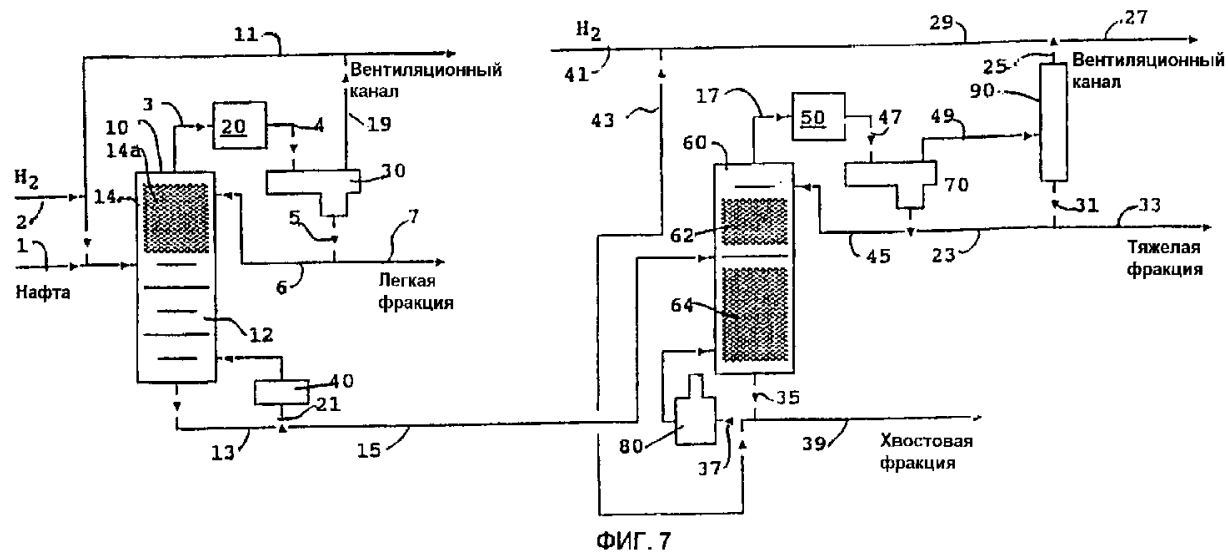


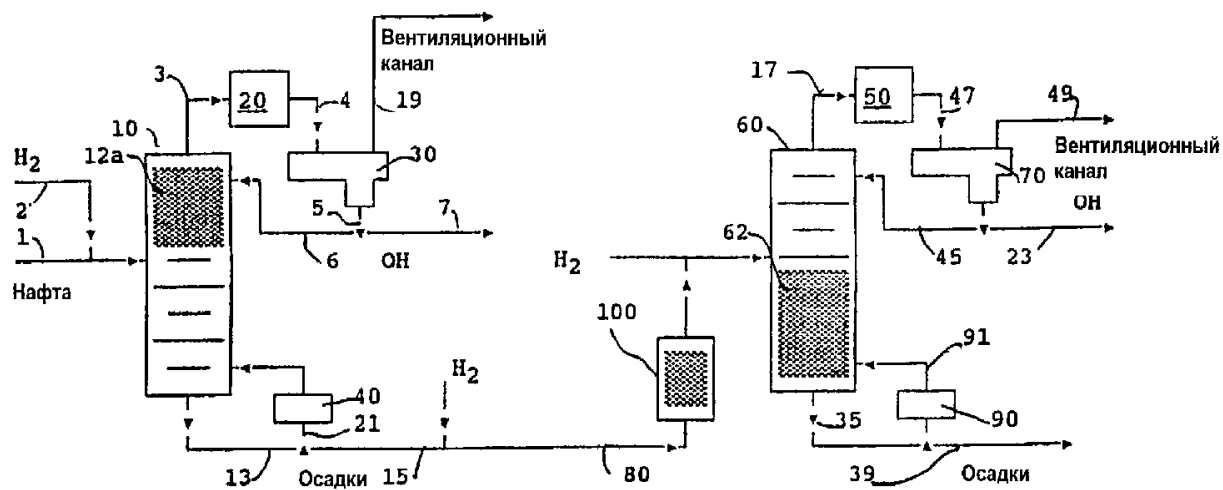
ФИГ. 3



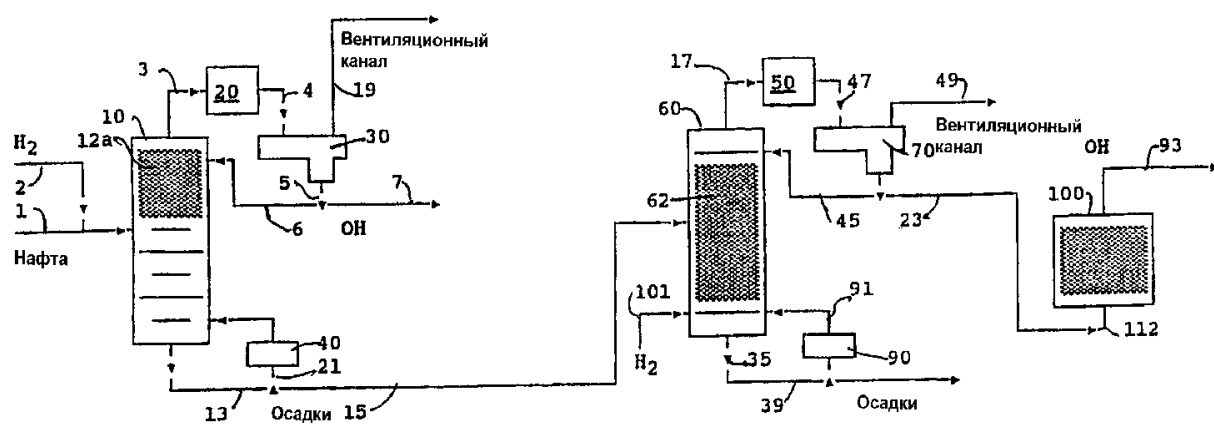
ФИГ. 4







ФИГ. 10



ФИГ. 11